

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

C22B 5/14 (2006.01)

C22B 1/10 (2006.01)



[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 200380107312.2

[43] 公开日 2006 年 2 月 22 日

[11] 公开号 CN 1738918A

[22] 申请日 2003.12.12

[21] 申请号 200380107312.2

[30] 优先权

[32] 2002.12.23 [33] DE [31] 10260731.1

[86] 国际申请 PCT/EP2003/014106 2003.12.12

[87] 国际公布 WO2004/057044 英 2004.7.8

[85] 进入国家阶段日期 2005.6.23

[71] 申请人 奥托昆普技术公司

地址 芬兰埃斯波

[72] 发明人 M·希尔施 M·施特勒德

P·韦伯

[74] 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商
标事务所

代理人 蔡胜有

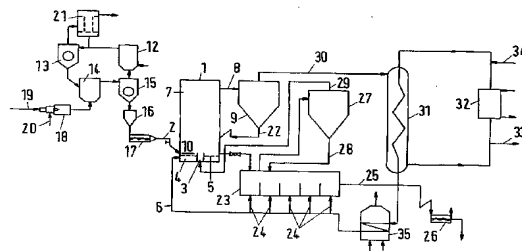
权利要求书 2 页 说明书 10 页 附图 2 页

[54] 发明名称

含氧化铁固体热处理的方法和设备

[57] 摘要

一种含氧化铁固体热处理的方法，其中细颗粒的固体在流化床反应器(1)中被加热到约 630℃，为了提高能量利用，提出将一次气体或气体混合物通过优选中心配置的供气管(3)从底部送入反应器(1)的混合室(7)，供气管(3)至少部分被通过供应流化用气体流化的环状固定流化床(10)包围，以及其中这样调节一次气体或气体混合物的流速以及环状流化床(10)的流化用气体的流速，以致供气管(3)中的 Particle - Froude - Numbers 为 1 - 100，在环状流化床(10)中为 0.02 - 2，而在混合室(7)中为 0.3 - 30。



1. 一种含氧化铁固体热处理的方法, 其中细颗粒的固体在流化床反应器(1)中被加热到约 450 至 950℃, 其特征在于, 将一次气体或气体混合物优选通过中心供气管(3)从底部送入反应器(1)的混合室(7), 供气管(3)至少部分被通过供应流化用气体流化的环状固定流化床(10)包围, 以及调节一次气体或气体混合物的流速以及环状流化床(10)的流化用气体的流速, 致使供气管(3)中的 Particle-Froude-Numbers 为 1-100, 在环状流化床(10)中为 0.02-2, 而在混合室(7)中为 0.3-30。

2. 根据权利要求 1 的方法, 其特征在于, 供气管(3)中的 Particle-Froude-Number 为 1.15-20, 特别是约 10.6。

3. 根据权利要求 1 或 2 的方法, 其特征在于, 在环状流化床(10)中的 Particle-Froude-Number 为 0.115-1.15, 特别是约 0.28。

4. 根据上述权利要求中任一项的方法, 其特征在于, 在混合室(7)中的 Particle-Froude-Number 为 0.37-3.7, 特别是约 1.1。

5. 根据上述权利要求中任一项的方法, 其特征在于, 调节反应器(1)中的固体床层高度, 以致环状流化床(10)伸出供气管(3)的上孔板端, 以及将固体不断送入一次气体或气体混合物中, 并被气流带入位于供气管(3)孔板区上方的混合室(7)。

6. 根据上述权利要求中任一项的方法, 其特征在于, 含氧化铁的矿石特别是铁矿石或铁矿石精矿用作原料。

7. 根据上述权利要求中任一项的方法, 其特征在于, 送入反应器(1)的环状流化床(10)中的流化用气体为含有至少 80%特别是大于 90% 氢的经预热的还原气体。

8. 根据权利要求 7 的方法, 其特征在于, 还原气体先在反应器(1)下游的再处理段(31、32、33、34、35)中净化, 随后循环到反应器(1)。

9. 根据上述权利要求中任一项的方法, 其特征在于, 反应器(1)下游安装另一流化床反应器(23), 其废气在分离器(27)中与固体分离,

并送入反应器(1)的供气管(3)。

10. 根据上述权利要求中任一项的方法, 其特征在于, 反应器(1)上游安装至少一个用于加热固体的预热段(12、13、14、15)。

11. 一种用于含氧化铁固体热处理的特别是实施权利要求 1-10 中任一项的方法的设备, 所述的设备包括构成流化床反应器的反应器(1), 其特征在于, 反应器(1)形成有供气体系, 致使通过供气体系流动的气体将来自至少部分包围所述供气体系的固定环状流化床(10)的固体带入混合室(7)。

12. 根据权利要求 11 的设备, 其特征在于, 供气体系有至少一个从反应器(1)的下部基本上竖直向上延伸到反应器(1)的混合室(7)的供气管(3), 所述的供气管(3)被至少部分围绕供气管延伸的并在其中形成固定流化床(10)的环状室包围。

13. 根据权利要求 12 的设备, 其特征在于, 根据反应器(1)的截面, 在接近中心位置安装供气管(3)。

14. 根据权利要求 11-13 中任一项的设备, 其特征在于, 供气管(3)在其壳表面例如有槽形开口。

15. 根据权利要求 11-14 中任一项的设备, 其特征在于, 将分离固体的旋风分离器(9)安装在反应器(1)的下游, 以及所述的旋风分离器(9)有导向反应器(1)的环状流化床(10)的固体导管(22)。

16. 根据权利要求 11-15 中任一项的设备, 其特征在于, 在反应器(1)的环状室中, 安装有一个气体分配器(5), 它将所述的室分成上部环状流化床(10)和与流化用气体供气导管(6)相连的下部气体分配室(4)。

17. 根据权利要求 11-16 中任一项的设备, 其特征在于, 反应器(1)有一个用于含氢还原气体的供气导管, 它通向供气管(3)并例如与反应器(1)下游另一反应器(23)的分离器(27)的废气出口相连, 和/或有一个用于预热的含氢还原气体的供气导管, 它通向环状室。

18. 根据权利要求 11-17 中任一项的设备, 其特征在于, 在反应器(1)上游安装固体的预热段(12、13、14、15)。

含氧化铁固体热处理的方法和设备

技术领域

本发明涉及含氧化铁固体特别是还原性热处理的方法，其中细颗粒的固体在流化床反应器中被加热到约 630℃，以及涉及一种相应的设备。

这样的方法和设备例如从 DE 44 10 093 C1 中已知，用于还原含氧化铁的固体，例如铁矿石、铁矿石精矿等。为此，将含氧化铁的矿石送入流化床反应器，并用加热的还原气体流化。固体被气流夹带，并在下游的分离器中从废气中分离出来，以便循环回反应器。为了进一步处理，从反应器的下部取出固体。

但是，在流化床反应器中的这一直接还原存在着在通常用于还原气体分配的分配格栅(气体分配器)上方产生过高温度的危险，因为为了加热固体，还原气体有高的温度。同时，由于很有限的固体停留时间(例如 20 分钟)和气体和固体之间较低的相对速度，传质和传热条件不能令人满意。由于另外将还原段下游废气送入反应器，反应器必需有复杂的设计，例如在废气入口附近将直径减小约 30%。此外，使供气导管成一定角度开启，以便防止接收含粉尘的(二次)气体的导管堵塞并使进入导管的固体落回反应器。

发明描述

所以，本发明的目的是要改进在含氧化铁的固体热处理过程中的传质和传热条件。

根据本发明，这一目的通过上述的方法来达到，其中将一次气体或气体混合物通过优选中心配置的供气管(中心管)从底部送入反应器的混合室，中心管至少部分被通过供应流化用气体流化的环状固定流化床包围，以及其中这样调节一次气体或气体混合物的流速以及环状

流化床的流化用气体的流速，以致中心管中的 Particle-Froude-Numbers 为 1-100，在环状流化床中为 0.02-2，而在混合室中为 0.3-30。

在本发明的方法中，在热处理过程中，固定流化床的优点例如足够长的固体停留时间可与循环流化床的优点例如良好的传热和传质彼此令人吃惊地结合，而又可避免这两种体系的缺点。当一次气体或气体混合物通过中心管的上部时，它从称为环状流化床的环状固定流化床中将固体带入混合室，以致由于固体和一次气体之间高的滑流速度，形成剧烈混合的悬浮流体，从而达到两相之间的最佳传质和传热。通过相应调节环状流化床中的床层高度以及一次气体或气体混合物和流化用气体的流速，可在宽范围内改变中心管孔板区上方的悬浮流体的固体含量，以致一次气体在中心管的孔板区和混合室上部出口之间的压力损失可在 1-100 毫巴范围内。在混合室中悬浮流体高固体含量的情况下，一大部分固体从悬浮流体中分出，并落回环状流化床中。这一循环称为固体内循环，在这一内循环中，循环的固体流通常明显大于从外界提供到反应器的固体数量。未沉积的固体（较少量）与一次气体或气体混合物一起从混合室排出。固体在反应器中的停留时间可通过选择环状流化床的高度和截面积在宽范围内变化，并适合所需的热处理。一方面由于高的固体含量以及另一方面由于良好的传质和传热，在混合室中可避免局部的温度峰值。气流从反应器夹带出的固体完全或至少部分循环到反应器，循环料方便地送入固定流化床。如此循环到环状流化床的固体物流通常与外界提供到反应器的固体物流有相同的数量级。除了极好的还原气体利用外，本发明方法的另一优点是通过改变一次气体或气体混合物以及流化用气体的流速有可能迅速、简易和可靠地调节还原气体的利用和传质达到需要。此外，反应器的结构可简化，例如为圆筒形。

为了确保在混合室中特别有效的传热以及在反应器中足够的停留时间，优选这样调节流化床的一次气体混合物和流化用气体的气体速度，以致在中心管中无量纲 Particle-Froude-Numbers (Fr_p) 为

1.15-20, 特别是约 10.6, 在环状流化床中为 0.115-1.15, 特别是约 0.28, 和 / 或在混合室中为 0.37-3.7, 特别是约 1.1。
Particle-Froude-Numbers 用以下方程式定义:

$$Fr_p = \frac{u}{\sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} * d_p * g}}$$

其中

u = 气流的有效速度, 米/秒

ρ_s = 固体颗粒的密度, 公斤/米³

ρ_f = 流化用气体的有效密度, 公斤/米³

d_p = 在反应器操作过程中反应器藏量颗粒 (或形成的颗粒) 的平均直径, 米

g = 重力常数, 米/秒²

当使用这一方程式时, 应当认为 d_p 不表示所用材料的平均直径 (d_{s0}), 而是在反应器操作过程中形成的反应器藏量的平均直径, 它可与所用材料 (一次颗粒) 的平均直径有明显差别。甚至从平均直径例如为 3-10 微米的很细颗粒材料出发, 可在热处理过程中形成例如平均直径为 20-30 微米的颗粒 (二次颗粒)。另一方面, 某些材料例如矿石在热处理过程中会被烧裂。

根据本发明的一个发展, 提出这样调节反应器中固体的床层高度, 以致环状流化床例如至少部分伸出中心管的孔板上端几个厘米, 因此固体不断送入一次气体或气体混合物, 并被气流带入位于中心管孔板区上方的混合室。用这一方法, 在中心管孔板区上方产生特别高固体含量的悬浮流体, 它使气体和固体之间的传递条件得到改进。

用本发明的方法, 可有效地热处理所有类型的含氧化铁的矿石, 特别是铁矿石或铁矿石精矿。

可用熟悉本专业的技术人员已知的任何方法产生反应器操作所需

的热量。

根据本发明一个具体的实施方案，将预热还原气体送入反应器，用于流化，它可能同样使预热的固体还原。反应器的温度例如低于送入反应器物流的温度。作为还原气体，氢含量至少 80%、优选大于 90% 的气体是特别适用的。

当还原气体在反应器下游的再处理段中净化随后循环回反应器时，新鲜还原气体的耗量可大大下降。在再处理过程中，首先将气体与固体分离，可能通过洗涤器并冷却到水蒸汽的露点以下，以致可减少水蒸汽的含量，然后压缩并用新鲜氢气增浓。

根据本发明的一个发展，提出从下游反应器例如另一还原反应器提供可能仍含有还原气体的废气来满足反应器的部分能量需求。因此，新鲜还原气体和燃料的需求量可明显下降。优选的是，所述的废气通过中心管送入反应器，而经处理的还原气体方便地作为流化用气体通过导管送入环状流化床。

特别适用于实施上述方法的本发明设备有构成用于含氧化铁的固体的特别是还原热处理的流化床反应器的反应器，所述的反应器有这样形成的供气体系，以致通过供气体系流动的气体将来自至少部分包围供气体系的固定环状流化床的固体带入混合室。优选的是，这一供气体系伸入混合室。但是，也可能让供气体系终止于环状流化床的表面下方。然后例如通过侧孔将气体送入环状流化床，由于气流速度将环状流化床的固体带入混合室。

根据本发明的一个优选方面，供气体系有从反应器下部基本上竖直向上伸入反应器混合室的中心管，所述的中心管被其中形成固定环状流化床的室至少部分围绕。环状流化床不必为圆形的，而根据中心管和反应器的几何形状，其他形状的环状流化床也是可能的，只要中心管至少部分被环状流化床包围。当然，也可在反应器中安装有不同或相同尺寸和形状的两个或两个以上中心管。但是优选的是，根据反应器的截面，在大致中心安装至少一个中心管。

根据本发明的另一实施方案，中心管在其壳壁表面有例如槽形的

开口，以致在反应器操作过程中，固体不断通过开口进入中心管，并被一次气体或气体混合物从中心管带入混合室。

根据一个优选的实施方案，在反应器下游安装分离固体的分离器，例如旋风分离器，所述的分离器有送入第一反应器环状流化床的固体导管。

为了提供可靠的固体流化和形成固定流化床，在反应器的环状室安装气体分配器，它将所述的室分成上部流化床和下部气体分配室。气体分配室与流化用气体的供气导管相连。代替气体分配室，也可安装由管子组成的气体分配器。

设备的能量需求可减少的原因在于，反应器有通向中心管并例如与该反应器下游的另一反应器的分离器废气出口相连的含氢还原气体的供气导管。作为替代或附加，用于预热的含氢还原气体并伸入或通向环状室的供气导管可安装在本发明的设备中。

为了不超用于所述设备的气体技术上可控制的最高温度，热处理所需的能量应优选不完全通过气体送入反应器。为此，可在反应器上游安装固体预热段，以致将已预热的固体送入反应器。优选的是，送入反应器的固体温度高于反应器的温度。

根据本发明，在反应器的环状流化床和/或混合室中，可安装用于偏折固体和/或流体流的装置。例如，有可能在环状流化床中安装环状围堰，其直径在中心管直径和反应器壁直径之间，以致围堰的上缘延伸超过操作过程中得到的固体料面，而围堰的下缘离气体分配器等有一定的距离。因此，在反应器壁附近从混合室分离出的固体必需在中心管的气流带回混合室以前首先在围堰下缘处通过围堰。用这一方法，增强了固体在环状流化床中的交换，以致得到固体在环状流化床中更均匀的停留时间。

下面参考实施方案和附图详细地描述本发明。附图中所描述和/或说明的所有特点本身或任何组合构成本发明的主题，而与其包含于权利要求或其在引用相独立。

附图简介

图 1 表示本发明一个实施方案中的方法和设备的工艺图;以及图 2 表示图 1 的放大详图。

优选实施方案的详述

在图 1 所示的方法中,它特别适用于含氧化铁固体的热处理,固体通过供料导管 2 送入反应器 1,正如可在图 2 的放大详图中看到的。例如圆柱形反应器 1 有与反应器的纵轴接近同轴设置的中心管 3,所述的中心管从反应器 1 的底部基本上竖直向上延伸。

在反应器 1 的底部附近,设置有环状气体分配室 4,在其顶部终止于有通口的气体分配器 5。供气导管 6 通到气体分配室 4。

在构成混合室 7 的反应器 1 的竖直上段中,安装有排料导管 8,它通到构成旋风分离器的分离器 9。

当现在将固体通过供料导管 2 送入反应器 1 时,在气体分配器 5 上形成环状围绕中心管 3 的层,所述的层称为环状流化床 10。通过供料导管 6 送入气体分配室 4 的流化用气体流过气体分配器 5,并使环状流化床 10 流化,以致形成固定流化床。这样调节通过气体分配室 4 送入反应器 1 的气体速度,以致环状流化床 10 中的 Particle-Froude-Numbers 为约 0.28。

由于更多的固体送入环状流化床 10,反应器 1 中的固体料面 11 升高到这样的程度,以致固体进入中心管 3 的孔板。同时将气体或气体混合物通过中心管 3 送入反应器 1。优选这样调节送入反应器 1 的气体速度,以致中心管 3 中的 Particle-Froude-Number 为约 10.6,混合室 7 中为约 1.1。由于这些高的气体速度,当气体通过孔板上部区域时,通过中心管 3 的气体将固体从固定流化床 10 带入混合室 7。

因为环状流化床 10 的料面 11 上升到超过中心管 3 的上缘,固体越过这一边缘流入中心管 3,从而形成强烈混合的悬浮流体。中心管 3 的上缘可为直的、波状的或齿形的,或壳体表面可有侧入口。由于气体喷射流的膨胀和/或通过反应器壁上的碰撞,流速下降,带入的固

体迅速减速,部分落回环状流化床 10。未沉积的固体从反应器 1 与气流一起通过导管 8 排出。在固定环状流化床 10 的反应器段和混合室 7 之间,形成固体循环,借此确保良好的传热。在进一步处理以前,通过导管 8 排出的固体在旋风分离器 9 中与气体或气体混合物分离。

根据图 1 所示的方法,首先将细颗粒的固体例如铁矿石送入带文丘里管预热器 12 的预热段。其下游安装旋风分离器 13,在其中使固体与废气分离。将旋风分离器 13 得到的固体送入另一文丘里管预热器 14。在其下游再安装旋风分离器 15,在其中从废气中分离固体,并用料斗 16 和螺杆输送机 17 通过导管 2 送入反应器 1。

将燃烧室 18 热的燃烧气体送入文丘里管预热器 14,用于加热固体,燃料通过导管 10 送入所述的燃烧室,而通过导管 20 送入燃烧空气。在 0.8-10 巴优选常压下进行燃烧是有利的。将在旋风分离器 15 中与固体分离的热废气送入第一文丘里管预热器 12,用于预热固体。在旋风分离器 13 中分离固体以后,废气在过滤器 21 中净化。

固体在反应器 1 中,用通过导管 6 送入形成的环状流化床 10 的经加热的还原流化用气体进行热处理。同时,将反应器 1 下游另一还原段的废气通过中心管 3 送入,以致一部分在反应器 1 中以上述方式循环的固体和另一部分通过导管 8 从反应器 1 中排出的并在旋风分离器 9 中与废气分离的固体通过导管 22 循环到环状流化床。

从环状流化床 10,从反应器 1 另外取出的固体物流送入下游流化床反应器 23。流化床反应器 23 有典型的流化床,经加热的流化用气体通过导管 24 送入所述的流化床。固体通过导管 25 从流化床 23 中取出,并例如送入制块设备 26。

流化床反应器 23 的废气在旋风分离器 27 中与固体分离,将固体通过导管 28 循环到流化床反应器 23。将废气通过导管 29 从旋风分离器 27 送入反应器 1 的中心管 3。

将旋风分离器 9 中从固体中分离的反应器 1 的废气通过导管 30 送去再处理。首先,将废气在热交换器 31 中冷却,然后送入洗涤器 32,在那里将冷却的气体进一步冷却到水蒸汽的露点以下,以致废气

中的水蒸汽可大大除去。将废气中的部分物流通过导管 33 从回路中除去,防止例如氮在循环气体中积累。用相同的方法,可通过导管 34 使用于加强的新鲜还原气体混入。净化的气体现在热交换器 31 中预热,然后送入加热器 35。然后将净化的热还原气体通过导管 24 送入流化床反应器 23,并作为流化用气体通过导管 6 送入反应器 1。

下文中,借助说明本发明的实施例来说明本发明,但不作为对本发明的限制。

实施例 (含氧化铁的铁矿石的还原)

在对应于图 1 的设备中,将 61.2 吨/小时水含量 7.8%的湿矿石送入文丘里管预热器 12。同时将 1500 标米³/小时天然气通过导管 19 和 21000 标米³/小时空气通过导管 20 送入燃烧室 18。借助燃烧室 18 的燃烧气体,湿矿石在两个文丘里管预热器 12 和 14 中被预热到 500℃。在过滤器 21 中,2.6 吨/小时粉尘从预热段的废气中分离。

将 54.2 吨/小时预热矿石通过螺杆输送机 17 和导管 2 送入反应器 1,而将含有以下组分的流化用气体通过导管 6 送入:

91%(体积)H₂

0.6%(体积)H₂O 和

8.4%(体积)N₂

直径 3 米的反应器 1 中的还原温度为约 630℃。反应器 1 出口的压力为 4 巴。

将 40.6 吨/小时金属化程度为 70%的预还原材料从反应器 1 送入流化床反应器 23。其长度为 12 米,宽度为 4 米。将含有以下组分的预热还原流化用气体通过导管 24 送入流化床反应器 23:

91%(体积)H₂

0.6%(体积)H₂O 和

8.4%(体积)N₂

将 36.8 吨/小时金属化程度为 92%的产物从流化床反应器 23 通过导管 25 送入制块设备 26 并在其中制块。产品的碳含量为 0.05%(重

量)。

182000 标米³/小时含有以下组分的废气通过导管 30 送入热交换器 31, 并在其中冷却到 120℃:

79%(体积) H₂

12%(体积) H₂O 和

9%(体积) N₂

废气在洗涤器 32 中进一步冷却到 28℃。将 23000 标米³/小时氢含量为 97%的新鲜气体通过导管 34 混入, 气体在热交换器 31 中被加热到 520℃。在加热器 35 中进一步加热以后, 将 70%的气体送入流化床反应器 23, 而剩余 30%的气体送入反应器 1。

参考数表:

1	反应器
2	供气导管
3	中心管
4	气体分配室
5	气体分配器
6	供气导管
7	混合室
8	导管
9	分离器
10	环状流化床
11	环状流化床的料面
12	文丘里管预热器
13	旋风分离器
14	文丘里管预热器
15	旋风分离器
16	料斗
17	螺杆输送机

18	燃烧室
19	导管
20	导管
21	过滤器
22	固体返回导管
23	流化床反应器
24	导管
25	导管
26	制块设备
27	旋风分离器
28	固体返回导管
29	导管
30	导管
31	热交换器
32	洗涤器
33	导管
34	导管
35	加热器

图 2

